

## **Sección 3**

# **Controles de COV**

## **Sección 3.1**

### **Controles de Recaputra de COV**

# Capítulo 1

## Adsorbedores

William M. Vatauvuk  
*Innovative Strategies and Economics Group, OAQPS*  
Grupo de Estrategias Inovadoras y Economía  
*U.S. Environmental Protection Agency*  
Agencia de Protección Ambiental de los EE.UU.  
Research Triangle Park, NC 27711

William L. Klotz  
Chas. T. Main, Inc.  
Charlotte, NC 28224

Robert L. Stallings  
*Ozone Policy and Strategies Group, OAQPS*  
Grupo de Política y Estrategias del Ozono  
*U.S. Environmental Protection Agency*  
Research Triangle Park, NC 27711

Septiembre de 1999

## Contenido

1.0	Introducción .....	1-3
1.1	Tipos de Adsorbedores .....	1-3
1.1.1	Unidades de Lecho Fijo .....	1-4
1.1.2	Unidades con Recipientes de Carbón Desechables .....	1-6
1.2	Procedimiento de Diseño .....	1-12
1.2.1	Parámetros para Diseñar el Tamaño .....	1-13
1.2.2	Determinando los Tiempos de Adsorción y de Desorción .....	1-14
1.2.3	Estimando los Requerimientos de Carbón .....	1-16
1.2.3.1	Resumen de los Procedimientos de Estimación de Carbón .....	1-16
1.2.3.2	Procedimiento de Estimación de Carbón Utilizado en el Manual .....	1-16
1.3	Estimando la Inversión de Capital Total .....	1-18
1.3.1	Sistemas de Lecho Fijo .....	1-18
1.3.1.1	Costo del Carbón .....	1-18
1.3.1.2	Costo del Recipiente .....	1-19
1.3.1.3	Costo Total de Equipo Comprado .....	1-22
1.3.1.4	Inversión de Capital Total .....	1-23
1.3.2	Sistemas de Unidades de Recipientes de Carbón Desechables .....	1-24
1.4	Estimando el Costo Total Anual .....	1-26
1.4.1	Costos Directos Anuales .....	1-26
1.4.1.1	Vapor .....	1-26
1.4.1.2	Agua de Enfriamiento .....	1-27
1.4.1.3	Electricidad .....	1-27
1.4.1.4	Reemplazo del Carbón .....	1-30
1.4.1.5	Disposición de Residuos Sólidos .....	1-31
1.4.1.6	Mano de Obra de Operación y Supervisión .....	1-32
1.4.1.7	Mano de Obra y Materiales de Mantenimiento .....	1-32
1.4.2	Costos Indirectos Anuales .....	1-32
1.4.3	Recuperación de Créditos .....	1-33
1.4.4	Costo Total Anual .....	1-34
1.4.5	Problema de Ejemplo .....	1-34
	Referencias .....	1-42

## 1.0 Introducción

En el control de la contaminación del aire, la adsorción se emplea para remover compuestos orgánicos volátiles (COVs) de corrientes de gas con baja o media concentración, cuando deba alcanzarse alguna concentración restringida de salida y/o se desea la recuperación del COV. La adsorción misma es un fenómeno en donde las moléculas de gas que pasan a través de un lecho de partículas sólidas son selectivamente retenidas ahí por fuerzas de atracción, las cuales son más débiles y menos específicas que las de las uniones químicas. Durante la adsorción, una molécula de gas emigra desde la corriente de gas hacia la superficie del sólido donde es retenida por atracción física, liberando energía—el “calor de adsorción”, el cual excede o iguala al calor de condensación. La capacidad de adsorción del sólido tiende a incrementarse con la concentración de la fase gas, el peso molecular, la difusividad, la polaridad y el punto de ebullición. Algunos gases forman verdaderas uniones químicas con los grupos adsorbentes de la superficie. A este fenómeno se le conoce como “quimisorción”.

La mayoría de los gases (“adsorbatos”) pueden ser removidos (“desorbidos”) del adsorbente calentando hasta una temperatura suficientemente alta, usualmente

por medio de vapor o (cada vez más) con gases calientes de combustión, o reduciendo la presión a un valor suficientemente bajo (desorción por vacío). Las especies físicamente adsorbidas en los poros más pequeños del sólido y las especies quimisorbidas pueden requerir temperaturas más bien altas para ser removidas y, para todos los propósitos prácticos, no pueden ser desorbidos durante la regeneración. Por ejemplo, aproximadamente de 3 a 5 por ciento de los orgánicos adsorbidos sobre carbón activado virgen es quimisorbido o fuertemente adsorbido físicamente y es difícil de desadsorber durante la regeneración. [1]

Los adsorbentes utilizados en gran escala incluyen al carbón activado, sílica gel, alúmina activada, zeolitas sintéticas, tierra de fuller y otras arcillas. Esta sección está orientada hacia el uso del carbón activado, un adsorbente comúnmente utilizado para COVs.

### 1.1 Tipos de Adsorbedores

En la recolección de gases se utilizan cinco tipos de equipos de adsorción: (1) Lechos fijos regenerables; (2) latas desechables/regenerables; (3) adsorbedores de traveling bed (lecho móvil); (4) adsorbedores de lecho fluidizado; y (5) casas de bolsas cromatográficas.[2] De estas, las más comúnmente utilizadas en el control de la contaminación del aire son los tipos de lecho fijo y de *cannister* (recipiente de carbón desechable). Esta sección trata solo las unidades de lecho fijo y de recipientes de carbón desechables.

### 1.1.1 Unidades de Lecho Fijo

En las unidades de lecho fijo el tamaño puede ser diseñado para controlar corrientes continuas que contienen COV sobre un amplio rango de relaciones de flujo, que van desde varios cientos hasta varios cientos de miles de pies cúbicos por minuto ( $f^3/\text{min}$ ). La concentración de COV de corrientes que pueden ser tratadas por adsorbedores de lecho fijo pueden ser tan bajas como varias partes por billón por volumen (ppbv), en el caso de algunas sustancias químicas tóxicas, o tan altas como 25% del límite inferior de explosividad (LIE) del COV. (Para la mayoría de los COVs, el LIE varía desde 2,500 hasta 10,000 ppmv. [3])

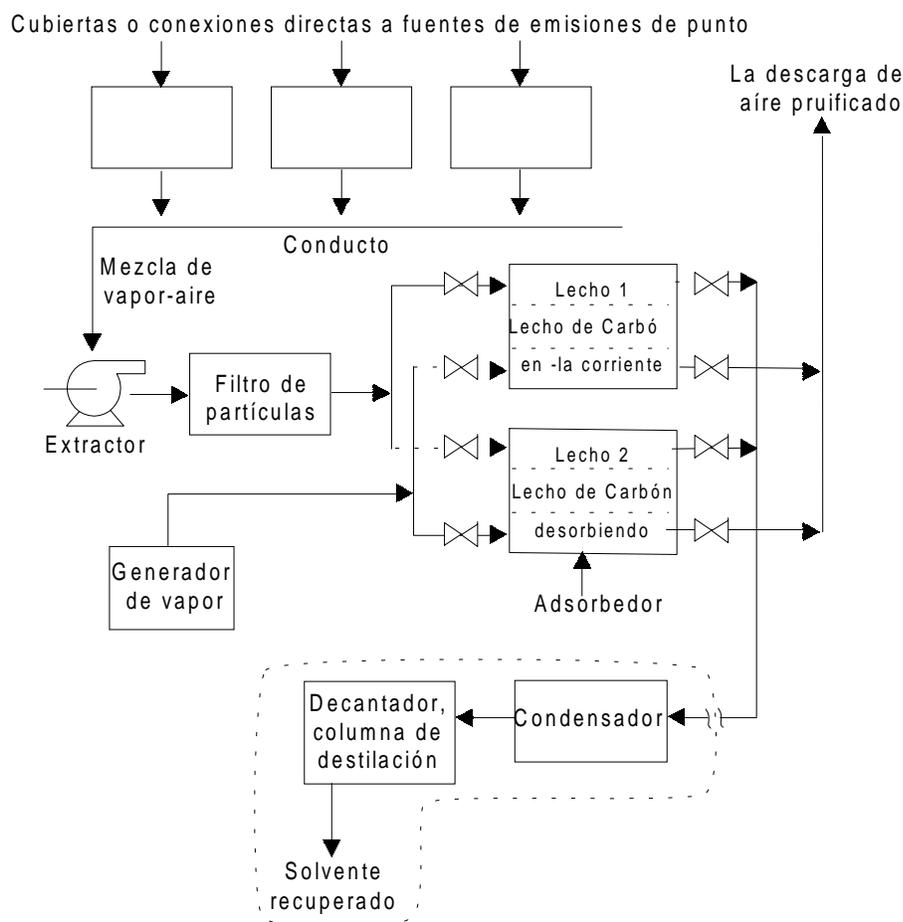
Los adsorbedores de lecho fijo pueden ser operados ya sea de modo intermitente o continuo. En la operación intermitente, los adsorbedores remueven COV durante un tiempo especificado ( el “tiempo de adsorción”), el cual corresponde al tiempo durante el cual la fuente controlada está emitiendo COV. Después de que el adsorbedor y la fuente son apagados (v.g., durante la noche), la unidad comienza el ciclo de desorción durante el cual el COV capturado es removido del carbón. Este ciclo a la vez, consiste de tres pasos: (1) regeneración del carbón por calentamiento, generalmente pasando vapor a través del lecho en dirección opuesta al flujo del gas;<sup>1</sup>(2) secado del lecho, con aire comprimido o con un ventilador; y (3) enfriamiento del lecho hasta su temperatura de operación por medio de un ventilador. (En la mayoría de los diseños, el mismo ventilador puede utilizarse por ambos, el secado y el enfriamiento del lecho). Al final del ciclo de desorción (el cual usualmente dura de 1 a 1½ horas), la unidad permanece en pausa hasta que la fuente arranca de nuevo.

En la operación continua, un lecho de carbón regenerado está siempre disponible para la adsorción, de modo que la fuente controlada puede operar continuamente sin paros. Por ejemplo, pueden proporcionarse dos lechos de carbón: mientras uno está adsorbiendo el segundo está desorbiendo/en pausa. Como cada uno de los lechos debe ser lo suficientemente grande para manejar todo el flujo de gas mientras adsorbe, debe proporcionarse el doble del carbón que en un sistema intermitente manejando el mismo flujo. Si el ciclo de desorción es significativamente más corto que el ciclo de adsorción, puede ser más económico tener tres, cuatro o aún más lechos operando en el sistema. Esto puede reducir la cantidad de capacidad extra de carbón necesaria o puede proporcionar algunos beneficios adicionales, relativos al mantenimiento de un contenido bajo de COV en el efluente. (Ver Sección 1.2 para una discusión más completa de esto).

En la Figura 1.1 se muestra un sistema adsorbedor típico de dos lechos, operado continuamente. Uno de los dos lechos está siempre adsorbiendo, mientras que el otro está desorbiendo/en pausa. Tal como se muestra aquí, el gas cargado de COV entra al recipiente #1 a través de la válvula A, pasa a través del lecho de carbón (que se muestra sombreado) y sale a través de la válvula B, desde donde pasa a la chimenea. Mientras tanto, el recipiente #2 está en el ciclo de desorción. Entra vapor a través de la válvula C, fluye a través del lecho y sale a través de

---

<sup>1</sup> A pesar de que el vapor es el regenerante más comúnmente utilizado, hay situaciones donde no debería



**Figura 1.1:** Típico, Sistema Adsorbedor de Carbón de Lecho Fijo de Dos Lechos, Continuamente Operado.

la válvula D. La mezcla vapor-COV pasa a un condensador, donde agua de enfriamiento condensa toda la mezcla. Si parte del COV es inmisible en agua, entonces el condensado pasa a un decantador, donde las capas de COV y de agua son separadas. La capa de COV es conducida a almacenamiento. Si está impura, puede recibir purificación adicional por destilación. Dependiendo de su calidad, (v.g., cantidad de orgánicos disueltos), la capa de agua es usualmente descargada a una planta de tratamiento de agua residual.

Una vez que el paso del vapor ha sido completado, se cierran las válvulas C y D y se abre la válvula E, para permitir que entre aire para secar y enfriar el lecho. Después de que se hace esto, el lecho es puesto en pausa hasta que el recipiente #1 alcanza el fin de su ciclo de adsorción. En este momento, el gas cargado de COV es enviado al recipiente #2, mientras que el recipiente #1 comienza su ciclo de desorción y se repite todo el proceso anterior.

En la Figura 1.1, el ventilador del sistema se muestra instalado antes del recipiente, aunque puede colocarse después. Además, en esta figura no se muestran las bombas necesarias para traer el agua de enfriamiento al condensador. Ni se describen las bombas del solvente que conducen al COV condensado a almacenamiento. También están ausentes los equipos de preacondicionamiento utilizados para enfriar, deshumidificar o remover particulado del gas de entrada. Tal equipo puede o no ser necesario, dependiendo de la condición de los gases de entrada. En cualquier caso, el equipo de preacondicionamiento *no* será cubierto en este capítulo.

### 1.1.2 Unidades con Recipientes de Carbón Desechables

Los adsorbedores tipo recipiente de carbón desechable originalmente se referían a envases retornables relativamente pequeños, tales como tambores de 55 galones. Los adsorbedores tipo recipiente de carbón desechable difieren de las unidades de lecho fijo, en que están normalmente limitados a controlar corrientes de gas intermitentes, de bajo volumen (típicamente 100  $ft^3/min$ , máximo), tales como aquellas emitidas por los venteos de tanques de almacenamiento, donde la economía sugiere que son apropiadas ya sea la regeneración por contrato o los recipientes de carbón desechables. Los recipientes de carbón desechables de carbón no son diseñadas para la desorción en el sitio. Sin embargo, el carbón puede ser regenerado en una planta central. El término recipiente de carbón desechable, está pasando a ser algo equivoco, ya que mucho del crecimiento en la industria se lleva a cabo en recipientes mas grandes sin capacidades de regeneracion. Calgon reporto informacion en sistemas estandares tan grandes como 8,000 cfm y capacidades de carbon de 2,000 libras; TIGG Corporation reporto sistemas tan grandes como 30,000 cfm.

Una vez que el carbón alcanza un cierto contenido de COV, se para la unidad, se reemplaza con otra y se desecha, se regresa a una planta de reclamación o se regenera en una planta central. Cada unidad con recipiente de carbón desechable consiste de un recipiente, carbón activado, conexiones de entrada y de distribución que conducen al lecho de carbón y una conexión de salida para la corriente de gas purificado.[4] En un diseño (Ventsorb<sup>®</sup> de Calgon), 180 libras de carbón se instalan sobre un lecho de grava de 8 pulgadas, dentro de un tambor de 55 galones con un recolector interno. El tipo de carbón utilizado depende de la naturaleza del COV a ser tratado.

En teoría, una unidad con recipiente de carbón desechable permanecería en servicio más tiempo que el que una unidad regenerable estaría en su ciclo de adsorción, debido a una mayor capacidad teórica del carbón fresco comparado con el carbón regenerado en el sitio. La vida de servicio está basada en un factor de servicio determinado por la relación de la capacidad teórica a la capacidad de trabajo. La determinación de los factores de servicio ayuda a evitar que se exceda la concentración de salida permisible. En realidad sin embargo, una práctica pobre de operación puede ocasionar que el recipiente de carbón desechable permanezca conectada hasta que el carbón esté cerca de o en saturación. Esto es porque: (1) el carbón (y frecuentemente el recipiente), probablemente será desechado, así que hay la tentación de operar hasta que el

carbón está saturado; y (2) contrario a las unidades de lecho fijo, cuyas concentraciones de salida de COV son usualmente monitoreadas continuamente (vía detectores de ionización de flama, típicamente), los recipientes de carbón desechables usualmente *no* son monitoreadas. El mantenimiento adecuado de registros y el monitoreo periódico del nivel de saturación, pueden ser apoyados por una modelación de la vida del lecho proporcionada por los proveedores, para asegurar que el reemplazo de las latas ocurre con suficiente frecuencia y que no ocurre la saturación.

En equilibrio, la cantidad de gas que es adsorbido sobre el carbón activado, es una función de la temperatura y presión de adsorción, de las especies químicas siendo adsorbidas y de las características del carbón, tales como el tamaño de partícula del carbón y la estructura de los poros. Para una combinación dada de adsorbente-COV a una temperatura dada, puede construirse una isoterma de adsorción, la cual relaciona la masa de adsorbato por unidad de peso de adsorbente (“adsortividad de equilibrio”), a la presión parcial del COV en la corriente del gas. La adsortividad se aumenta con incrementos de la presión parcial del COV y decrece con aumentos de temperatura.

En la Figura 1.2 está trazada una familia de isotermas de adsorción teniendo la forma típica de la adsorción sobre carbón activado. Esta y otras isotermas cuyas formas son convexas hacia arriba en todo el rango, son designadas isotermas “Tipo I”. La isoterma de Freundlich, la cual puede ser ajustada a una porción de una curva Tipo I, es comúnmente utilizada en el diseño industrial. [2]

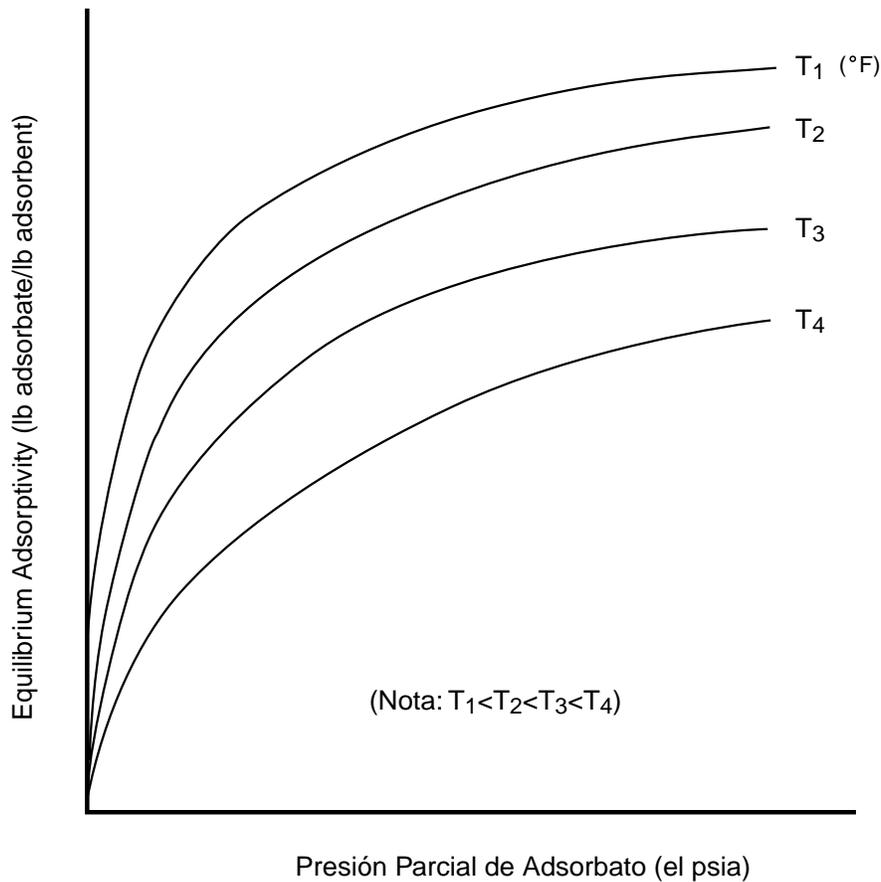
$$W_e = k P_m \quad (1.1)$$

donde

- $w_e$  = adsortividad de equilibrio (*lb* adsorbato/*lb* adsorbente)
- $P$  = presión parcial del COV en la corriente del gas (*psia*)
- $k, m$  = parámetros empíricos

El tratamiento de la adsorción de mezclas de gases es compleja y está más allá del propósito de este capítulo. Excepto donde los COV en estas mezclas tienen isotermas de adsorción casi idénticas, un COV en una mezcla tenderá a desplazar a otro en la superficie del carbón. Generalmente, los COVs con presiones de vapor más bajas desplazarán a aquellos con presiones de vapor más altas, resultando en que los anteriores desplazan a los últimos previamente adsorbidos. Así, durante el curso del ciclo de adsorción, la capacidad del carbón por un constituyente de presión de vapor más alta decrece. Este fenómeno debe ser considerado al determinar el tamaño del adsorbedor. Para ser conservador, uno normalmente basaría los requerimientos del ciclo de adsorción en el componente menos adsorbible en una mezcla y el ciclo de desorción en el componente más adsorbible. [1]

La adsortividad de equilibrio es la cantidad máxima de adsorbato que el carbón puede retener a una temperatura y presión parcial de COV dadas. En los sistemas de control reales donde no hay dos lechos operando en serie, sin embargo, nunca se permite a todo el lecho de



**Figura 1.2:** Tipo de Isotherma de Adsorción para Adsorbatos Hipotéticos

carbón que alcance el equilibrio. En su lugar, una vez que la concentración de salida alcanza un valor prestablecido (“la concentración de saturación”), se para el adsorbedor para la desorción o (en el caso de unidades con recipientes de carbón desechables), para reemplazarlo o disponerlo. En el momento en el que se para el recipiente, la concentración promedio de COV en el lecho puede ser solo 50% o menos de la concentración de equilibrio. Esto es, el lecho de carbón puede estar en equilibrio (“saturado”) a la entrada del gas, pero contener solo una pequeña cantidad de COV cerca de la salida.

Tal como lo indica la Ecuación 1.1, la isoterma de Freundlich es una función exponencial que se traza como una línea recta en papel logarítmico. Convenientemente, para las concentraciones/ presiones parciales normalmente encontradas en la operación de un adsorbedor de carbón, la mayoría de las adsorciones COV-carbón activado concuerdan con la Ecuación 1.1. A concentraciones muy bajas, típico de las concentraciones de saturación, una aproximación lineal (en coordenadas aritméticas) a la isoterma de Freundlich es adecuada. Sin embargo, la isoterma de Freundlich no representa exactamente la isoterma a concentraciones altas del gas y en este caso, debe ser utilizada con cuidado a medida que se aproxima a esas concentraciones.

Los datos de adsorptividad para ciertos COVs fueron obtenidos de la Corporación Calgon, un proveedor de carbón activado.[6] El proveedor presenta los datos de adsorptividad en dos formas: un conjunto de gráficas mostrando las isotermas de equilibrio [6] y, como una modificación de la ecuación Dubinin-Radushkevich (D-R), una ecuación semi-empírica que predice la adsorptividad de un compuesto basada en su potencial de adsorción y en su polarizabilidad. [7] En este Manual, la ecuación D-R modificada es referida como el polinomio Calgon de quinto orden. Los datos mostrados en las gráficas Calgon [6] han sido ajustados a la ecuación de Freundlich. En la Tabla 1.1 se muestran los parámetros de Freundlich resultantes para un número limitado de sustancias químicas. Los adsorbatos listados incluyen aromáticos (v.g. benceno, tolueno), alifáticos clorados (dicloroetano) y una cetona (acetona). Sin embargo, la lista dista mucho de ser inclusiva.

Nótese que está listado un rango de presiones parciales para cada conjunto de parámetros,  $k$  y  $m$ . (Nota: En un caso (m-xileno), la isoterma fue tan curvilínea que tuvo que ser dividida en dos partes, cada una con un conjunto diferente de parámetros). Este es el rango en el cual se aplican los parámetros. La extrapolación más allá de este rango —especialmente en el extremo alto— puede introducir inexactitud en la adsorptividad calculada.

Pero la extrapolación en el extremo alto puede no ser necesaria, como se mostrará enseguida. En la mayoría de las aplicaciones de control de la contaminación del aire, la presión del sistema es aproximadamente una atmósfera (14.696 *psia*). El extremo más alto de los rangos de presión parcial en la Tabla 1.1 va de 0.04 a 0.05 *psia*. De acuerdo con la Ley de Dalton, a una presión total del sistema de una atmósfera, esto corresponde a una concentración de adsorbato en el gas residual de 2,720 a 3,400 ppmv. Ahora, tal como se discutió en la Sección 1.1, la concentración de adsorbato es usualmente mantenida a 25% del límite inferior de explosividad (LIE).<sup>2</sup> Para muchos COVs, el LIE varía desde 1 a 1.5% en volumen, así que el 25% del LIE sería de 0.25 a 0.375% o de 2,500 a 3,750 ppmv, lo cual se aproxima al extremo alto de los rangos de presión parcial de la Tabla 1.1.

Finalmente, cada conjunto de parámetros se aplica a una temperatura de adsorción fija, variando desde 77° hasta 104° F. Estas temperaturas reflejan las condiciones típicas de operación, aunque la adsorción puede tomar lugar a temperaturas tan bajas como 32°F y aun más altas que 104°F. A medida que la temperatura de adsorción se incrementa a niveles más altos, sin embargo, la adsorptividad de equilibrio decrece a tal grado que la recuperación de COV por adsorción con carbón puede volverse económicamente impráctica.

El polinomio Calgon de quinto orden es algo más exacto que los parámetros de Freundlich de la Tabla 1.1. El polinomio contiene un parámetro de temperatura y le permite a uno estimar las isotermas de adsorción para compuestos no mostrados en la Tabla 1.1, si se dispone de datos de los componentes puros. Los datos requeridos de los componentes puros son la presión de saturación, el volumen molar líquido y el índice refractivo. Es sin embargo, algo más complejo de usar que la ecuación de Freundlich. El polinomio Calgon de quinto orden es como sigue:

**Tabla 1.1:** Parámetros para Isotermas de Adsorción Seleccionadas [6]<sup>a</sup>

Adsorbato	Temp (°F) Adsorción	Parámetros de la Isotherm		Rango de la Isotherma <sup>b</sup> (psia)
		<i>k</i>	<i>m</i>	
Benceno	77	0.597	0.176	0.0001-0.05
Clorobenceno	77	1.05	0.188	0.0001-0.01
Ciclohexano	100	0.505	0.210	0.0001-0.05
Dicloroetano	77	0.976	0.281	0.0001-0.04
Fenol	104	0.855	0.153	0.0001-0.03
Tricloroetano	77	1.06	0.161	0.0001-0.04
Cloruro de vinilo	100	0.200	0.477	0.0001-0.05
m-Xileno	77	0.708	0.113	0.0001-0.001
	77	0.527	0.0703	0.001-0.05
Acrilonitrilo	100	0.935	0.424	0.0001-0.015
Acetona	100	0.412	0.389	0.0001-0.05
Tolueno	77	0.551	0.110	0.001-0.05

<sup>a</sup> Cada isoterma es de la forma  $W_e = kP^m$ . (Ver el texto para la definición de los términos.) Los datos son para adsorción de carbón Calgon tipo "BPL"

<sup>b</sup> Las ecuaciones no deben ser extrapoladas fuera de estos rangos.

La carga másica,  $w_e$ , es calculada de

$$w_e = \frac{0.01 G}{V_m} MW_{ads} \quad (1.2)$$

donde

$w_e$	=	carga de masa, v.g., adsorividad de equilibrio (g de adsorbato por g de carbón) <sup>3</sup>
$G$	=	carga de carbón en equilibrio (cm <sup>3</sup> de adsorbato líquido por 100 g de carbón)
$V_m$	=	volumen molar líquido del adsorbato (cm <sup>3</sup> por g-mol).
$MW_{ads}$	=	pesomolecular del adsorbato

Note que los términos en la Ecuación 1.2 están dados en unidades métricas y no Inglesas. Esto ha sido hecho porque la carga de carbón,  $G$ , es calculada de una ecuación de regresión en la cual todos los términos están expresados en unidades métricas. Esta ecuación para  $G$  es el polinomio Calgon de quinto orden:

<sup>2</sup> No obstante, la Aseguradora Factory Mutual ha informado que permitirá la operación hasta a 50% del LIE, si un monitoreo de COV apropiado es utilizado.

$$\log_{10}(G) = A_0 + A_1Y + A_2Y^2 + A_3Y^3 + A_4Y^4 + A_5Y^5 \quad (1.3)$$

donde

$$\begin{aligned} A_0 &= 1.71 \\ A_1 &= -1.46 \times 10^{-2} \\ A_2 &= -1.65 \times 10^{-3} \\ A_3 &= -4.11 \times 10^{-4} \\ A_4 &= +3.14 \times 10^{-5} \\ A_5 &= -6.75 \times 10^{-7} \end{aligned}$$

y  $Y$  es calculada de varias ecuaciones, las cuales siguen.

El primer paso en el cálculo de  $Y$  es calcular  $P$ . Esto puede hacerse calculando el potencial de adsorción:

$$\varepsilon = RT \ln \left( \frac{P_s}{P_i} \right) \quad (1.4)$$

donde

$$\begin{aligned} R &= 1.987 \text{ (calorías por g-mol-K)} \\ T &= \text{temperatura absoluta (K)} \\ P_s &= \text{presión de vapor del adsorbato a la temperatura T (kPa)} \\ P_i &= \text{presión parcial del adsorbato (kPa)}. \end{aligned}$$

La  $\chi$  es calculada de:

$$\chi = \frac{\varepsilon}{(2.303 R V_m)} \quad (1.5)$$

Substituyendo por, en la ecuación anterior,  $\chi$  puede alternativamente ser calculada de<sup>4</sup>:

$$\chi = \left( \frac{T}{V_m} \right) \log_{10} \left( \frac{P_s}{P_i} \right) \quad (1.6)$$

---

<sup>3</sup> Esto, por supuesto, es igual a  $lb$  de adsorbato por  $lb$  de carbón.

El siguiente paso en el cálculo de  $Y$  es calcular la polarizabilidad relativa,  $\Gamma$ .

$$\Gamma = \frac{\Theta_i}{\Theta_o} \quad (1.7)$$

donde

- $\Theta_i$  = polarizabilidad del componente  $i$  por unidad de volumen, donde el componente  $i$  es el adsorbato
- $\Theta_o$  = polarizabilidad del componente  $o$  por unidad de volumen, donde el componente  $o$  es el componente de referencia, n-heptano.

Para el adsorbato o el compuesto de referencia, utilizando el índice refractivo apropiado del adsorbato,  $n$ , la polarizabilidad es calculada de:

$$\Theta = \frac{n^2 - 1}{n^2 + 2} \quad (1.8)$$

Una vez que  $\chi$  y  $\Gamma$  son conocidas,  $Y$  puede ser calculada de:

$$Y = \frac{\chi}{\Gamma} \quad (1.9)$$

Calgon tiene también una forma patentada de séptimo orden en la cual se han agregado dos coeficientes adicionales al polinomio Calgon de quinto orden, pero se ha reportado que el grado de ajuste mejora solo modestamente.[7] Fuentes adicionales de datos de isotermas incluyen a los proveedores de carbón activado, manuales (tales como el *Perry's Chemical Engineer's Handbook*, Manual de Perry de Ingeniería Química), y la literatura.

## 1.2 Procedimiento de Diseño

### 1.2.1 Parámetros para Diseñar el Tamaño

Los datos recibidos de los proveedores de adsorbadores indican que el tamaño y el costo de equipo comprado de un sistema adsorbador de carbón de lecho fijo o de recipiente de carbón desechable dependen primariamente de cinco parámetros:

---

<sup>4</sup> Alternativamente, si los valores disponibles para  $T$ ,  $P_r$ ,  $P_s$ , y  $V_m$  están en unidades *Inglesas*, pueden ser substituidas en esta ecuación sin conversión. Sin embargo, para hacer el resultado

El flujo volumétrico del gas cargado de COV pasando a través del(los) lecho(s) de carbón;

La cargas de masa de entrada y salida de COV de la corriente de gas;

El tiempo de adsorción (v.g., el tiempo que un lecho de carbón permanece en línea para adsorber COV antes de ser sacado de línea para la desorción del lecho);

La capacidad de trabajo del carbón activado en sistemas regenerativos o la capacidad de equilibrio en caso de sistemas no regenerativos.

La humedad de la corriente de gas, especialmente en el efecto de la humedad sobre la capacidad en relacion a los halogenos.

Además, el costo podría también ser afectado por otras condiciones de la corriente, tales como la presencia/ausencia de cantidades excesivas de particulado, humedad u otras sustancias, las cuales requerirían el uso de pretratamiento extensivo y/o de materiales de construcción resistentes a la corrosión.

El costo de equipo comprado depende en gran medida del flujo volumétrico (usualmente medido en  $ft^3/min$  actuales,  $acfm$ ). El flujo, a su vez, determina el tamaño de los recipientes que alojan al carbón, de las capacidades del ventilador y del motor necesarios para transportar al gas residual a través del sistema y del diámetro de los conductos.

Son también importantes las cargas de entrada y de salida de COV de la corriente del gas, el tiempo de adsorción y la capacidad de trabajo del carbón. Estas variables determinan la cantidad y costo del carbón cargado inicialmente al sistema y, a su vez, el costo de reemplazar ese carbón después de que está agotado (típicamente, cinco años después del arranque). Más aún, la cantidad de la carga del carbón afecta el tamaño y el costo del equipo auxiliar (condensador, decantador, ventilador de secamiento del lecho/ventilador de enfriamiento), porque las dimensiones de estos artículos están ligados a la cantidad de COV removido del lecho. La cantidad de carbón también tiene una relación en el tamaño y costo del recipiente.

Un proveedor de adsorbedores de carbón [8] suministró datos que ilustran la dependencia del costo del equipo con la cantidad de carga de carbón. Los costos fueron obtenidos para adsorbedores de lecho fijo al diseñar tamaño para manejar tres relaciones de flujos de gas en el rango de 4,000 a 100,000  $scfm$  y para tratar concentraciones de entrada de COV (tolueno), de 500 y 5,000 ppm. Se supuso que cada adsorbedor tiene un tiempo de adsorción de ocho horas. Como uno podría esperar, los costos de equipo de unidades manejando mayores relaciones de flujo de gas, fueron mayores que aquellas manejando menores relaciones de flujo de gas. Igualmente,

a cada relación de flujo de gas, las unidades dimensionadas para tratar las corrientes con 5,000 ppm de COV tuvieron mayores costos de equipo que aquellas dimensionadas para tratar la concentración de 500 ppm. Estas diferencias de costos variaron desde 23 a 29% y promediaron 27%. Estos costos mayores fueron parcialmente necesarios para pagar el carbón adicional requerido para tratar las corrientes de mayores concentraciones. Pero algunos de estos costos mayores fueron también necesarios para agrandar los recipientes del adsorbedor para acomodar al carbón adicional y para el acero estructural añadido para soportar los recipientes más grandes. También fueron necesarios condensadores, decantadores, bombas de agua de enfriamiento, etc., más grandes, para tratar las corrientes más concentradas. (Ver Sección 1.3.)

La carga de entrada de COV es fijada por los parámetros de la fuente, mientras que la carga de salida es fijada por el límite de emisión de COV. (Por ejemplo, en muchos estados, la concentración promedio de salida de COV de los adsorbedores no puede exceder de 25 ppm.)

### **1.2.2 Determinando los Tiempos de Adsorción y de Desorción**

Los tiempos relativos para adsorción y desorción y la configuración del lecho del adsorbedor (v.g., sea que se utilicen lechos de adsorción simples o múltiples y en serie o en paralelo), establecen el perfil del ciclo de adsorción/desorción. El perfil del ciclo es importante al determinar los requerimientos de carbón y del recipiente y al establecer los requerimientos de equipo auxiliar de desorción y de servicios. Un ejemplo ilustrará. En el caso más simple, un adsorbedor controlaría un proceso el cual emite una cantidad relativamente pequeña de COV intermitentemente—digamos, durante un turno de 8 horas por día. Durante las restantes 16 horas, el sistema estaría desorbiendo o en pausa. Apropiadamente dimensionado, tal sistema requeriría únicamente un solo lecho, el cual contendría suficiente carbón para tratar el equivalente de ocho horas de flujo de gas a la concentración, temperatura y presión de entrada especificadas. Se necesitarían lechos múltiples operando en paralelo para tratar flujos grandes de gas ( $>100,000$  *acfm*, generalmente) [8], ya que hay límites prácticos a las dimensiones a las que pueden construirse los recipientes adsorbedores. Pero, independientemente de que fueran utilizados ya sea un solo lecho o lechos múltiples, el sistema solo estaría en línea parte del día.

Sin embargo, si el proceso estuviera operando continuamente (24 horas), tendría que instalarse un lecho extra de carbón para proporcionar capacidad adsorptiva durante el tiempo que el primer lecho esté siendo regenerado. La cantidad de esta capacidad extra debe depender del número de lechos de carbón que estarían adsorbiendo en cualquier momento, de la longitud del período de adsorción en relación al período de desorción, y de que los lechos estuvieran operando ya sea en serie o en paralelo. Si un lecho estuviera adsorbiendo, un segundo lecho sería necesario para entrar en línea cuando el primero fue parado para la desorción. En este caso, sería necesario 100% de capacidad extra. Similarmente, si cinco lechos en paralelo estuvieran operando en un ciclo de adsorción escalonado, solamente un lecho extra sería necesario y la capacidad extra sería 20% (v.g., 1/5)—siempre que, por supuesto, el tiempo de adsorción fuera al menos cinco veces

tan largo como el tiempo de desorción. La relación entre tiempo de adsorción, tiempo de desorción y capacidad extra requerida puede ser generalizada.

$$M_c = M_{c_i} f \quad (1.10)$$

donde

$$\begin{aligned} M_c, M_{c_i} &= \text{cantidades de carbón requeridas para control continuo o intermitente de} \\ &\text{una fuente dada, respectivamente (lbs)} \\ f &= \text{factor de capacidad extra (sin dimensión)} \end{aligned}$$

Esta ecuación muestra la relación entre  $M_c$  y  $M_{c_i}$ . En la Sección 1.2.3 se muestra como calcular estas cantidades.

El factor,  $f$ , está relacionado con el número de lechos adsorbiendo ( $N_A$ ) y desorbiendo ( $N_D$ ) en un sistema continuo como sigue:

$$f = 1 + \frac{N_D}{N_A} \quad (1.11)$$

(Nota:  $N_A$  es también el número de lechos en un sistema intermitente que estarían adsorbiendo en cualquier momento dado. El número total de lechos en el sistema sería  $N_A + N_D$ .)

Puede demostrarse que el número de lechos desorbiendo requeridos en un sistema continuo ( $N_D$ ) está relacionado con el tiempo de desorción ( $\theta_D$ ), el tiempo de adsorción ( $\theta_A$ ), y el número de lechos adsorbiendo, como sigue:

$$\theta_D \leq \theta_A \left( \frac{N_D}{N_A} \right) \quad (1.12)$$

(Nota:  $\theta_D$  es el tiempo total necesario para la regeneración, secado y enfriamiento del lecho.)

Por ejemplo, para un tiempo de adsorción de ocho horas, en un sistema de siete lechos operado continuamente (seis adsorbiendo, uno desorbiendo),  $\theta_D$  tendría que ser 1-1/3 horas o menos (8 horas/6 lechos). De otro modo, tendrían que agregarse lechos adicionales para proporcionar la suficiente capacidad extra durante la desorción.

### 1.2.3 Estimando los Requerimientos de Carbón

#### 1.2.3.1 Resumen de los Procedimientos de Estimación de Carbón

La obtención de los requerimientos de carbón ( $M_c$  o  $M_{cI}$ ) no es tan directa como la determinación de los otros parámetros de diseño del adsorbedor. Durante la estimación de la carga de carbón, la sofisticación del enfoque utilizado depende de los datos y herramientas de cálculo disponibles.

Un enfoque para la obtención de los requerimientos de carbón es uno riguroso, el cual considera los fenómenos de transferencia de energía y de masa en estado inestable ocurriendo en el lecho del adsorbente. Tal procedimiento involucra necesariamente un número de suposiciones al formular y resolver el problema. Tal procedimiento está más allá del propósito de este Manual en este momento, aunque trabajo actual en la *EPA* está abordando este enfoque.

En la preparación de esta sección del Manual, hemos adoptado un procedimiento práctico para estimar el requerimiento de carbón. Este procedimiento, aunque es aproximado por naturaleza, parece tener la aceptación de los proveedores y del personal de la profesión. En ocasiones es empleado por los proveedores de adsorbedores para hacer estimaciones aproximadas del requerimiento de carbón y es relativamente simple y fácil de utilizar. Normalmente produce resultados incorporando un margen de seguridad, el tamaño del cual depende de la profundidad del lecho (los lechos cortos tendrían menos de un margen de seguridad que los lechos profundos), de la efectividad de la regeneración, del adsorbato particular y de la presencia o ausencia de impurezas en la corriente siendo tratada.

#### 1.2.3.2 Procedimiento de Estimación de Carbón Utilizado en el Manual

El procedimiento práctico de estimación de carbón está basado en la “capacidad de trabajo” ( $W_e$ , lb COV/lb carbón). Esta es la diferencia por unidad de masa de carbón entre la cantidad de COV en el carbón al final del ciclo de adsorción y la cantidad remanente en el carbón al final del ciclo de desorción. No debe confundirse con la “capacidad de equilibrio” ( $W_e$ ) definida antes en la Sección 1.1.3. Recuérdese que la capacidad de equilibrio mide la capacidad del carbón activado virgen cuando el COV ha estado en contacto con él (a una temperatura y presión parcial constantes), durante el tiempo suficiente para alcanzar el equilibrio. En el diseño de adsorbedores, no sería viable permitirle al lecho alcanzar el equilibrio. Si así fuera, la concentración de salida se incrementaría rápidamente más allá de la concentración de salida permisible (o “de saturación”), hasta que la concentración de salida alcanzara a la concentración de entrada. Durante este período el adsorbedor estaría violando el límite de emisión.

La capacidad de trabajo es alguna fracción de la capacidad de equilibrio. Igual que la adsorptividad de equilibrio, la capacidad de trabajo depende de la temperatura, de la presión

parcial de COV y de la composición de COV. La capacidad de trabajo también depende de la relación de flujo y de los parámetros del lecho de carbón.

La capacidad de trabajo, junto con el tiempo de adsorción y la carga de COV de entrada, es utilizada para computar el requerimiento de carbón para un adsorbedor de carbón desechable o para un adsorbedor de lecho fijo operado intermitentemente como sigue:

$$M_{c_i} = \frac{m_{voc}}{w_e} \theta_A \quad (1.13)$$

donde

$$m_{voc} = \text{Carga de COV de entrada (lb/h)}$$

Combinando ésta con las Ecuaciones 1.10 y 1.11 produce la ecuación general para la estimación de la carga total de carbón del sistema para un sistema operado continuamente:

$$M_c = \frac{m_{voc}}{w_c} \theta_A \left( 1 + \frac{N_D}{N_A} \right) \quad (1.14)$$

Los valores para  $w_c$  pueden obtenerse del conocimiento de las unidades operando. Si no hay valor disponible para  $w_c$  para el COV (o mezcla de COV) en duda, la capacidad de trabajo puede ser estimada como 50% de la capacidad de equilibrio, como sigue:

$$w_c \approx 0.5w_{e(max)} \quad (1.15)$$

donde

$$w_{e(max)} = \text{la capacidad de equilibrio (lb COV/lb carbón) tomadas en la entrada del adsorbedor (v.g., el punto de máxima concentración de COV).}$$

(Nota: Siendo conservadores, esta cifra de 50% debe disminuirse si cualquiera de los siguientes factores están involucrados: ciclos de desorción cortos, constituyentes con presiones de vapor muy altas, altos contenidos de humedad, cantidades significativas de impurezas o COVs difíciles de desorber. Además, la presencia de impurezas en la corriente de COV de entrada fuertemente adsorbidas, puede acortar la vida del carbón significativamente.)

Como lo muestra la Ecuación 1.14, el requerimiento de carbón es directamente proporcional al tiempo de adsorción. Esto tendería a indicar que un sistema podría ser diseñado con un tiempo de adsorción más corto para minimizar el requerimiento de carbón (y el costo del equipo). Sin

embargo, aquí hay un trueque, no muy aparente en la Ecuación 1.14, . Ciertamente, un tiempo de adsorción requeriría menos carbón. Pero, también significaría que el lecho de carbón tendría que desorberse más frecuentemente. Esto significaría que el vapor de regeneración tendría que ser suministrado al(los) lecho(s) más frecuentemente para remover (a la larga), la misma cantidad de COV. Aún más, cada vez que el lecho es regenerado, el vapor suministrado debe calentar al recipiente y al carbón, así como retirar el COV adsorbido. Y el lecho debe ser secado y enfriado después de cada desorción, independientemente de la cantidad de COV removida. Entonces, si el lecho es regenerado muy frecuentemente, el ventilador para secado/enfriamiento del lecho debe operar más seguido, incrementando su consumo de energía. También, la regeneración más frecuente tiende a acortar la vida del carbón. Como procedimiento práctico, la frecuencia óptima de regeneración para adsorbedores de lecho fijo tratando cargas de moderadas a altas de COV de entrada, es una vez cada 8 a 12 horas.[1]

### **1.3 Estimando la Inversión de Capital Total**

Deben utilizarse procedimientos enteramente diferentes para estimar los costos de equipo comprado de adsorbedores de lecho fijo y de tipo recipiente de carbón desechable. Por lo tanto, serán discutidos separadamente.

#### **1.3.1 Sistemas de Lecho Fijo**

Tal como fue indicado en la sección previa, el costo de equipo comprado es una función de la relación de flujo volumétrico, de las cargas de COV de entrada y de salida, del tiempo de adsorción y de la capacidad de trabajo del carbón activado. Como se muestra en la Figura 1.1, el sistema adsorbedor está hecho de diferentes componentes. De estos, los recipientes del adsorbedor y el carbón comprenden desde un medio hasta 90% del total del costo de equipo. (Ver la Sección 1.3.1.3.) También hay equipo auxiliar, tal como ventiladores, bombas, condensadores, decantadores y tubería interna. Pero debido a que estos usualmente comprenden una pequeña parte del costo total de equipo comprado, pueden ser estimado como un factor de los costos del carbón y de los recipientes sin introducir error importante. Los costos de estos componentes mayores serán considerados separadamente.

##### **1.3.1.1 Costo del Carbón**

Este costo ( $C_c$ , \$) es simplemente el producto del requerimiento inicial de carbón ( $M_c$ ) y el precio actual del carbón. Puesto que los proveedores de adsorbedores compran carbón en grandes cantidades (lotes de millones de libras o mayores), su costo es algo más bajo que el precio de lista. Para sistemas más grandes (que no sean de recipiente de carbón desechable), Calgon reporta que los costos típicos de carbón son de \$0.75 a \$1.25 para carbón virgen y de

\$0.50 a \$0.75 para carbón reactivado (en dólares de mediados de 1999). El típico \$1.00/lb es utilizado en los cálculos a continuación. [5][10] Entonces:

$$C_c = 1.00 M_c \quad (1.16)$$

### 1.3.1.2 Costo del Recipiente

El costo del recipiente de un adsorbedor está determinado primariamente por sus dimensiones, las cuales, a su vez, dependen de la cantidad de carbón que debe contener y de la velocidad superficial del gas que debe mantenerse a través del lecho para adsorción óptima. La velocidad superficial deseada es utilizada para calcular el área de sección transversal del lecho perpendicular al flujo del gas. Una velocidad superficial aceptable es establecida empíricamente, considerando la eficiencia de remoción deseada, el tamaño de partícula del carbón y la porosidad del lecho y otros factores. Por ejemplo, un proveedor de adsorbedores recomienda una velocidad superficial en el lecho de 85 ft/min[8], mientras que un productor de carbón activado advierte de no exceder 60 ft/min en sistemas operando a una atmósfera. [6] Otro proveedor utiliza una velocidad superficial en la cara del lecho de 65 ft/min al determinar el tamaño de los recipientes de sus adsorbedores. [9] Por último, hay límites prácticos a las dimensiones de los recipientes los cuales también afectan su diseño del tamaño. Esto es, debido a restricciones de embarque, los diámetros de los recipientes rara vez exceden de 12 pies, mientras que su longitud está generalmente limitada a 50 pies. [10]

El costo de un recipiente está usualmente correlacionado con su peso. Sin embargo, puesto que el peso es con frecuencia difícil de obtener o calcular, el costo puede ser estimado a partir del área superficial externa. Esto es verdad porque el costo del material del recipiente—y el costo de fabricación del material—es directamente proporcional a su área superficial. El área superficial ( $S, ft^2$ ) de un recipiente es una función de su longitud ( $L, ft$ ) y diámetro ( $D, ft$ ), los cuales a su vez, dependen de la velocidad superficial en la cara del lecho, la relación  $L/D$  y de otros factores.

Más comúnmente, los recipientes de adsorbedores son de forma cilíndrica y son colocados horizontalmente (tal como en la figura 1.1). Los recipientes configurados de esta manera están sujetos generalmente a la restricción de que el volumen del carbón no ocupe más de 1/3 del volumen del recipiente [9][10]. Puede mostrarse que esta restricción limita la profundidad del lecho a no más de:

$$\text{Profundidad máxima del lecho} \approx \frac{\pi D}{12} \quad (1.17)$$

La longitud del recipiente,  $L$ , y el diámetro,  $D$ , pueden ser estimados resolviendo dos relaciones, a saber, (1) la ecuación que relaciona el volumen del carbón, y por tanto el

volumen del recipiente, a  $L$  y  $D$ , y (2) la ecuación que relaciona la relación de flujo volumétrico, la velocidad superficial y la sección transversal normal al flujo. Si uno supone que la densidad global del carbón es de  $30 \text{ lb/ft}^3$ , entonces uno puede mostrar que:

$$D = \frac{0.127 M_c v_b}{Q} \quad (1.18)$$

$$L = \frac{7.87}{M'_c} \left( \frac{Q'}{v_b} \right)^2 \quad (1.19)$$

donde

$D$	=	diámetro del recipiente ( $ft$ )
$L$	=	longitud del recipiente ( $ft$ )
$v_b$	=	velocidad superficial en el lecho ( $ft/min$ )
$M_c$	=	requerimiento de carbón por recipiente ( $lbs$ )
$Q$	=	relación de flujo volumétrico por recipiente adsorbiendo ( $acfm$ )

Debido a que las constantes en las Ecuaciones 1.18 y 1.19 no son adimensionales, uno debe tener el cuidado de usar las unidades especificadas en estas ecuaciones.

Aunque otras consideraciones de diseño pueden resultar en valores diferentes de  $L$  y  $D$ , estas ecuaciones resultan en  $L$  y  $D$  aceptables desde el punto de vista de la estimación de costos “de estudio” para recipientes cilíndricos horizontales, los cuales son mayores de 2-3 pies de diámetro.

El requerimiento de carbón y la relación de flujo para cada recipiente de un adsorbedor pueden ser calculados como sigue:

$$M_c = \frac{M_e}{(N_A + N_D)} \quad (1.20)$$

$$Q = \frac{Q}{N_A}$$

A relaciones de flujo del gas ( $Q$ ) de menos de  $9,000 \text{ scfm}$ , es usualmente más viable erigir los recipientes de adsorbedores verticalmente en lugar de horizontalmente. [10] Si es así, el

diámetro del recipiente puede ser calculado a partir de la relación de flujo volumétrico por recipiente adsorbiendo y de la velocidad superficial en el lecho, como sigue:

$$D = \left( \frac{4Q'}{\pi v_b} \right)^{1/2} \quad (1.21)$$

La longitud del recipiente vertical dependerá principalmente del espesor del lecho de carbón. Debe incluirse espacio adicional debajo del lecho de carbón para el soporte del lecho y por encima y debajo del lecho para distribución y desconexión de la corriente de gas y para acceso físico al lecho de carbón. En recipientes de diámetro más pequeño, usualmente no se requiere acceso a ambos lados del lecho. Sin embargo, deben dejarse de 1 a 1½ pies de cada lado para distribución y desconexión del gas, o de 2 a 3 pies totales. Para recipientes más grandes, típicamente se proporcionan de 2 a 3 pies en cada extremo del recipiente de espacio para acceso.

Dada la masa de carbón en el lecho, la densidad total del carbón y el diámetro del lecho (v.g., el área de sección transversal normal al flujo), la determinación del espesor del lecho es directa utilizando la siguiente ecuación:

$$t_b = \frac{\text{volumen del carbón}}{\text{área de la sección transversal normal al flujo}} = \frac{\left( \frac{M'_c}{r_b} \right)}{\left( \frac{Q'}{v_b} \right)} \quad (1.22)$$

donde

$$\Delta_b = \text{densidad total del carbón (lb/ft}^3\text{, suponga 30 lb/ft}^3\text{)}$$

La longitud del recipiente es, entonces,

$$L = t_b + t_{a,g} \quad (1.23)$$

donde

$$\begin{aligned} t_{a,g} &= \text{acceso/tolerancia permitida en la distribución del gas} \\ &= \text{2 a 6 pies (dependiendo del diámetro del recipiente vertical)} \end{aligned}$$

Finalmente, utilice la siguiente ecuación para calcular el área superficial del recipiente ya sea horizontal o vertical:

---

<sup>5</sup> Para información acerca de como escalar estos costos a precios más actuales, refiérase al reporte de la EPA

$$S = \pi D (L+D/2) \quad (1.24)$$

Pueden desarrollarse ecuaciones similares para otras formas, configuraciones, etc. de recipientes.

En base a datos de los proveedores, desarrollamos una correlación entre el costo del recipiente de adsorbedor y el área superficial: [9]

$$C_v = 271 S^{0.778} \quad (1.25)$$

donde

$C_v$  = costo del recipiente (\$ de otoño de 1989), L.A.B. proveedor<sup>5</sup>

y

$$97 \leq S \leq 2110 \text{ ft}^2 \quad (1.25a)$$

Estas unidades serían hechas de acero inoxidable 304, el cual es el material más común utilizado en la fabricación de recipientes de adsorbedores.[8][9] Sin embargo, para obtener el costo de un recipiente fabricado de otro material, multiplique  $C_v$  por un factor de ajuste ( $F_m$ ). Unos pocos de estos factores están listados en la Tabla 1.2.

### 1.3.1.3 Costo Total de Equipo Comprado

Como se estableció antes, los costos de artículos tales como ventiladores, bombas, condensador, decantador, instrumentación y tubería interna, pueden ser factoriados de la suma de los costos del carbón y de los recipientes. En base a cuatro puntos de datos derivados de los

**Tabla 1.2:** Los Factors de Ajuste que Se Utilizan para Obtener los Costos Pagados por Las Materias Fabricadas

Material	$F_m$ Factor	Referencia(s)
Acero inoxidable, 316	1.3	[7,8,9]
Carpenter 20 CB-3	1.9	[9]
Montel-400	2.3	[7,9]
Niquel-200	3.2	[9]
Titanio	4.5	[9]

costos suministrados por un proveedor de equipo [9], encontramos que, dependiendo de la relación total de flujo de gas ( $Q$ ), la relación ( $R_c$ ) del costo total del equipo del adsorbedor al costo del recipiente y del carbón varía de 1.14 a 2.24. Estos puntos de datos cubren un rango de la relación de flujo de gas de aproximadamente 4,000 a 500,000 *acfm*. La siguiente fórmula de regresión se ajusta a estos cuatro puntos:

$$R_c = 5.82 Q^{-0.133} \quad (1.26)$$

donde

$$\begin{aligned} &4,000 \leq Q \text{ (acfm)} \leq 500,000 \\ &\text{Coeficiente de correlación (r)} = 0.872 \end{aligned}$$

El costo total del equipo del adsorbedor ( $C_A$ ) sería el producto de  $R_c$  y de la suma de los costos del carbón y del recipiente, o:

$$C_A = R_c \left[ C_c + C_v (N_A + N_D) \right] \quad (1.27)$$

#### 1.3.1.4 Inversión de Capital Total

Tal como se discutió en la Sección 1, en la metodología utilizada en este Manual, la *total capital investment - TCI* (inversión de capital total) es estimada a partir del costo del equipo comprado vía un factor global de costo directo/indirecto de instalación. Un detalle de ese factor para adsorbedores de carbón se muestra en la Tabla 1.3. Tal como se indica en la Sección 1, el *TCI* también incluye los costos del terreno, el capital de trabajo y los establecimientos fuera del sitio, los cuales no están incluidos en el factor directo/indirecto de instalación. Sin embargo, como estos componentes son rara vez requeridos con los sistemas de adsorbedores, no serán considerados aquí. Además, no se han proporcionado factores para la *site preparation - SP* (preparación del sitio) ni para *buildings - Bldg.* (edificios), puesto que estos costos dependen muy poco del costo de equipo comprado.

Note que el factor de instalación es aplicado al costo total de equipo comprado, el cual incluye el costo de equipo auxiliar tal como la chimenea y los conductos externos y costos tales como los fletes y los impuestos sobre ventas (si son aplicables). (“Conductos externos” son los conductos necesarios para conducir el gas de la extracción desde la fuente hasta el sistema adsorbedor y después, del adsorbedor a la chimenea. Los costos de los conductos y las chimeneas se muestran en otra parte de este Manual.) Normalmente, el ajuste también cubriría el costo de la instrumentación, pero este costo usualmente está incluido con el costo del equipo del adsorbedor. Finalmente, note que estos factores reflejan

**Tabla 1.3:** Factores de Costos de Capital para Adsorbedores de carbón [11]

<b>CostosDirectos</b>	
Costos de equipo comprado	
Adsorbedor + equipo auxiliar <sup>a</sup>	Según se estime, A
Instrumentación <sup>b</sup>	0.10 A
Impuestos sobre ventas	0.03 A
Fletes	0.05 A
<b>Costo de Equipo Comprado (PEC)</b>	<b>B = 1.18 A</b>
Costos directos de instalación	
Cimentación y soportes	0.08 B
Manejo y levantamiento	0.14 B
Eléctrico	0.04 B
tubería	0.02 B
Aislante	0.01 B
Pintura	0.01 B
<b>Costos directos de instalación</b>	<b>0.30 B</b>
Preparación del sitio	Según serequiera, SP
Edificios	Según serequiera, Bldg.
<b>Costos Directos Totales (DC)</b>	<b>1.30 B + SP + Bldg.</b>
Costos Indirectos (instalación)	
Ingeniería	0.10 B
Construcción Y gastos de campo	0.05 B
Honorarios de los contratistas	0.10 B
Arranque	0.02 B
Pruebas de funcionamiento	0.01 B
Contingencias	0.03 B
<b>Costos Indirecots Totales (IC)</b>	<b>0.31 B</b>
<b>Total Capital Investment = DC + IC</b>	<b>1.61 B + SP + Bldg.</b>

<sup>a</sup> Conductos y cualquier otro equipo normalmente no incluido con la unidad proporcionada por el proveedor del adsorbedor.

<sup>b</sup> Instrumentación y controles frecuentemente proporcionados con el adsorbedor, y por tanto incluidos en el PEC.

condiciones de instalación “promedio” y podrían variar considerablemente, dependiendo de las circunstancias de la instalación.

### 1.3.2 Sistemas de Unidades de Recipientes de Carbón Desechables

Una vez que el requerimiento de carbón es estimado utilizando el procedimiento anterior, el número de recipientes de carbón desechables puede ser determinado. Esto se hace simplemente dividiendo el requerimiento total de carbón ( $M_e$ ) por la cantidad de carbón contenida en cada

recipiente de carbón desechable (típicamente, 150 lbs.). Este cociente, redondeado al siguiente dígito más alto, produce el número requerido de recipientes de carbón desechables para controlar el venteo en cuestión.

En la Tabla 1.4 están listados los costos para un recipiente de carbón desechable típico (Ventsorb® de Calgon). Estos costos incluyen el recipiente, el carbón y las conexiones, pero no incluyen impuestos, fletes ni cargos de instalación. Note que el costo por unidad decrece a medida que se incrementa la cantidad comprada. Cada recipiente de carbón desechable contiene carbón “BPL” de Calgon (malla 4 x 10), el cual es comúnmente utilizado en adsorción industrial. Sin embargo, para tratar ciertos COVs, se necesitan carbones especiales más caros (v.g. “FCA 4 x 10”). Estos carbones incrementan el costo del equipo en 60% o más.[4] Tal como se indica en la nota de la Tabla 1.4, estos precios están en dólares de mediados de 1999. Desde entonces, sin embargo, los precios de estas latas se han incrementado modestamente—aproximadamente 10%.[12]

El precio de 180 libras de recipientes de carbon es aproximadamente \$700 en pequeñas cantidades y \$600 en grandes cantidades (precios en 1999). Las tendencias actuales llevan hacia el uso de recipientes mas grandes. Calgon sule con grandes envases de 1,000 a 2,000 libras de capacidad donde el carbon es tipicamente intercambiado en el lugar donde es usado. Calgon reporta costos por libra de carbon de \$0.50 a \$2.00 dependiendo del tejido, actividad y tipo con

**Tabla 1.4:** Costos del Equipo (\$ de mediados de 1999) para un Adsorbedor de recipiente de Carbón Desechable Típico [5]

Cantidad	Costos del Equipo para cada Pieza <sup>a</sup> en dólares (\$)
1-3	679
4-9	640
10-29	600
30	585

una precio conservador promedio de \$1.50 por libra. Calgon tambien reporta el uso de lechos fijos no regenerativos de 12 pies en diametro (113 pies cuadrados capaces de almacenar 6,000 cfm) y lechos de 8x20 pies (160 pies cuadrados capaces de almacenar 8,000 cfm). Estos lechos fijos no regenerables son usualmente disenos atmosfericos hechos de acero delgado con una capa interna que inhibe la corrosion. Para recipientes de 1,000 libras, Calgon reporto costos de instalacion tipicos de \$3,200 y costo de equipo de \$5,600 y para recipientes de 2,000 libras estos costos son de \$4,600 y \$7,800 respectivamente. Para servicios de reemplazo de carbon, Calgon estima costos de \$2.00 y \$2.50 por libra de carbon virgen y \$1.50 a \$1.80 para carbon reactivado. Costos anuales de mantenimiento so reportados en el rango de 3% a 10% del costo capital de instalacion.

A medida que se requieren menos mano de obra y materiales de instalación para instalar una unidad de recipiente de carbón desechable que para un sistema de lecho fijo, el factor compuesto de instalación es consecuentemente más bajo. Los únicos costos requeridos son aquellos necesarios para colocar los recipientes de carbón desechables en, y conectarlas a, la fuente. Esto incluye una pequeña cantidad de tubería solamente; se necesitaría poco o ningún trabajo eléctrico, pintura, cimentaciones o algo parecido. Veinte por ciento de la suma del costo del recipiente de carbón desechable o los recipientes de carbón desechables, cargos por fletes e impuestos sobre venta aplicables, cubrirían este costo de instalación.

## 1.4 Estimando el Costo Total Anual

Tal como se explica en la Sección 1.2 de este Manual, el costo total anual comprende tres componentes: costos directos, costos indirectos, y recuperación de créditos. Estos serán considerados separadamente.

### 1.4.1 Costos Directos Anuales

Estos incluyen los siguientes gastos: vapor, agua de enfriamiento, electricidad, reemplazo del carbón, mano de obra de operación y de supervisión y mano de obra y materiales de mantenimiento. De estos, solamente la electricidad y la disposición de los residuos sólidos o la regeneración o reemplazo del carbon serían aplicables a los adsorbedores tipo lata.

#### 1.4.1.1 Vapor

Tal como se explica en la Sección 1.1, el vapor es utilizado durante el ciclo de desorción. La cantidad de vapor requerido dependerá de la cantidad de carbón en el recipiente, de las dimensiones del recipiente y del tipo y cantidad del COV adsorbido y de otras variables. La experiencia ha mostrado que el requerimiento de vapor varía desde aproximadamente 3 a 4 *lbs* de vapor/*lb* de COV adsorbido.[8][9] Utilizando la media de este rango, podemos desarrollar la siguiente expresión para el costo anual del vapor:

$$C_s = 3.50 \times 10^{-3} m_{voc} \theta_s p_s \quad (1.28)$$

donde

$C_s$	=	costo del vapor (\$/año)
$\theta_s$	=	horas de operación del sistema (h/año)
$m_{voc}$	=	Carga de COV de entrada ( <i>lbs</i> /h)
$p_s$	=	precio del vapor (\$/mil <i>lbs</i> )

Si los datos del precio del vapor no están disponibles, uno puede estimar su costo como 120% del costo del combustible. Por ejemplo, si el precio local del gas natural fuera de \$5.00/millones de *BTU*, el precio estimado del vapor sería de \$6.00/millones de *BTU*, el cual es aproximadamente \$6.00/mil *lbs*. (el factor de 20% cubre los costos de capital y anual de producir vapor.)

#### 1.4.1.2 Agua de Enfriamiento

El agua de enfriamiento es consumida por el condensador, en el cual la mezcla vapor-COV saliendo del lecho de carbón desorbido es totalmente condensado. La mayor parte de la carga del condensador está comprendida por el calor latente de vaporización ( $\Delta H_v$ ) del vapor y del COV. Debido a que los  $\Delta H_v$  de los COV son pequeños comparados con el  $\Delta H_v$  del vapor, (cerca de 1000 *BTU/lb*), el  $\Delta H_v$  del COV puede ser ignorado. Igual puede ser el calor sensible al enfriar el condensado agua-COV desde la temperatura de entrada al condensador (cerca de 212 °F), hasta la temperatura de salida. Por lo tanto, el requerimiento de agua de enfriamiento es esencialmente una función del consumo de vapor y del incremento de temperatura permisible en el refrigerante, el cual es típicamente de 30° a 40°F.[8] Utilizando la elevación promedio de temperatura (35°F), podemos escribir:

$$C_{cw} = 3.43 \frac{C_s}{p_s} p_{cw} \quad (1.29)$$

donde

$$\begin{aligned} C_{cw} &= \text{costo del agua de enfriamiento (\$/año)} \\ p_{cw} &= \text{precio del agua de enfriamiento (\$/mil galones)} \end{aligned}$$

Si el precio del agua de enfriamiento no está disponible, use de \$0.15 a \$0.30/mil galones.

#### 1.4.1.3 Electricidad

En los adsorbedores de lecho fijo, la electricidad es consumida por el ventilador del sistema, el ventilador para el secado/enfriamiento del lecho, la bomba del agua de enfriamiento y la(s) bomba(s) del solvente. Ambos ventiladores, del sistema y del lecho, deben ajustar tamaño para vencer la caída de presión a través de los lechos de carbón. Pero, mientras que el ventilador del sistema debe conducir continuamente al flujo total del gas a través del sistema, el ventilador de enfriamiento del lecho es utilizado solamente durante una parte del ciclo de desorción (media hora o menos).

Para ambos ventiladores, los caballos de potencia (*la potencia*) necesarios dependen de

---

<sup>6</sup> Para obtener un estimado más preciso de la caída de presión a través de un conducto, refiérase a la Sección 2 de esta Manual.

ambos, el flujo del gas y la caída de presión a través del lecho de carbón. La caída de presión a través del lecho ( $\Delta P_b$ ) depende de varias variables, tales como la temperatura de adsorción, la velocidad en el lecho, las características del lecho (v.g., fracción de vacíos), y espesor. Pero, para una temperatura y carbón dados, la caída de presión por unidad de espesor depende solamente de la velocidad del gas. Por ejemplo, para el carbón "PCB" (malla 4 x 10) de Calgon, la siguiente relación es válida:[6]

$$\frac{\Delta P_b}{t_b} = 0.03679 v_b + 1.107 \times 10^{-4} v_b^2 \quad (1.30)$$

donde

$$\begin{aligned} \Delta P_b/t_b &= \text{caída de presión a través del lecho (pulgadas de agua/pie de carbón)} \\ v_b &= \text{velocidad superficial en el lecho (ft/min)} \end{aligned}$$

Tal como muestra la Ecuación 1.22, el espesor del lecho ( $t_b$ , ft) es el cociente del volumen del lecho ( $V_b$ ) y del área de la sección transversal del lecho ( $A_b$ ). Para una densidad del lecho de carbón de  $30 \text{ lb/ft}^3$ , esto se convierte:

$$t_b = \frac{V_b}{A_b} = \frac{0.0333 M'_c}{A_b} \quad (1.31)$$

(Para recipientes colocados verticalmente,  $A_b = Q'/v_b$ , mientras que para recipientes construidos horizontalmente,  $A \text{ LD}$ .) Una vez que  $\Delta P_b$  es conocida, el requerimiento de la potencia del ventilador del sistema ( $hp_{sf}$ ) puede ser calculado:

$$hp_{sf} = 2.50 \times 10^{-4} Q \Delta P_s \quad (1.32)$$

donde

$$\begin{aligned} Q &= \text{flujo volumétrico del gas a través del sistema (acfm)} \\ \Delta P_s &= \text{caída total de presión del sistema} = \Delta P_b + 1 \end{aligned}$$

(La pulgada extra toma en cuenta las pérdidas misceláneas de presión a través de los conductos externos y otras partes del sistema.[8]<sup>6</sup> Sin embargo, si se necesitan conductos extra largos y/o equipo de preacondicionamiento, las pérdidas misceláneas podrían ser mucho mayores.)

Esta ecuación incorpora una eficiencia del ventilador de 70% y una eficiencia del motor de 90%, o 63% global.

El requerimiento de la potencia del ventilador para el secado/enfriamiento del lecho ( $hp_{cf}$ ) es computado similarmente. Mientras que la caída de presión del ventilador del lecho aún sería  $\Delta P_b$ , el flujo del gas y los tiempos de operación serían diferentes. Para condiciones típicas de operación del adsorbedor, el requerimiento de aire para secado/enfriamiento sería de 50 a 150  $ft^3/lb$  de carbón, dependiendo del contenido de humedad del lecho, de la caída de temperatura requerida y de otros factores. El tiempo de operación ( $\theta_{cf}$ ) sería el producto del tiempo de secado/enfriado por ciclo de desorción y del número de ciclos por año. Puede mostrarse que:

$$\theta_{cf} = 0.4 \theta_D \left( \frac{N_A \theta_s}{\theta_A} \right) \quad (1.33)$$

(El “0.4” toma en cuenta el hecho de que, como procedimiento práctico, aproximadamente el 40% del ciclo de desorción es para el secado/enfriamiento del lecho)

El requerimiento de la potencia de la bomba de agua de enfriamiento ( $hp_{cwp}$ ) podría ser computado como sigue:

$$hp_{cwp} = \frac{2.52 \times 10^{-4} q_{cw} H s}{\eta} \quad (1.34)$$

donde

$q_{cw}$	=	flujo del agua de enfriamiento (galones/min)
$H$	=	cabezal requerido (nominalmente 100 pies de agua)
$s$	=	gravedad específica del fluido relativa a agua a 60°F
$\eta$	=	eficiencia combinada bomba-motor.

Las horas de operación anuales de la bomba del agua de enfriamiento ( $I_{cwp}$ ) podrían ser computadas utilizando la Ecuación 1.33, después de sustituir “0.4” por “0.6”. El factor 0.6 toma en cuenta el hecho de que la bomba del agua de enfriamiento es utilizada solamente durante la porción de la regeneración en la que se pasa vapor, mientras el condensador está en operación.

La Ecuación 1.34 puede también ser utilizada para computar el requerimiento de la potencia de la bomba del solvente. En este último caso, el flujo ( $q_s$ ) podría ser diferente, por supuesto, aunque podría utilizarse el mismo cabezal 100 pies de agua. La gravedad específica dependería de la composición y temperatura del solvente condensado. Por ejemplo, la gravedad específica del tolueno a 100°F sería aproximadamente 0.86 a 70°F. (Sin embargo, la potencia de la bomba del solvente es usualmente muy pequeña usualmente < 0.1 hp. así que su consumo de electricidad puede usualmente ser despreciado.)

Una vez que las varias potencias son calculadas, el consumo de electricidad (en kWh) es calculado, multiplicando cada valor de potencia por 0.746 (el factor para convertir hp a kilowatts) y el número de horas que cada ventilador o bomba operan anualmente. Para el ventilador del sistema, las horas serían las horas de operación anual para el sistema ( $\theta_s$ ). Pero, tal como se discutió antes, los tiempos de operación para el ventilador para el secado/enfriamiento del lecho y para la bomba de enfriamiento serían diferentes.

Para obtener el costo anual de electricidad, simplemente multiplique kWh por el precio de la electricidad (\$/kWh) que sea aplicable al establecimiento que está siendo controlado.

Para unidades de recipientes de carbón desechables, utilice la Ecuación 1.32 para calcular el requerimiento de la potencia del ventilador. Sin embargo, en lugar de  $P_b$  utilice la siguiente para computar la caída de presión total del recipiente de carbón desechable  $P_e$  pulgadas de agua:[7]

$$\Delta P_c = 0.0471 Q_c + 9.29 \times 10^{-4} Q_c^2 \quad (1.35)$$

donde

$$Q_c = \text{flujo a través del recipiente de carbón desechable (acfm).}$$

#### 1.4.1.4 Reemplazo del Carbón

Tal como se discutió antes, el carbón tiene una vida económica diferente al resto del sistema del adsorbedor. Por lo tanto, el costo de su reemplazo debe ser calculado separadamente. Empleando el procedimiento detallado en la Sección 1, tenemos:

$$CRC_c = CRF_c (1.08 C_c + C_{cl}) \quad (1.36)$$

donde

$$\begin{aligned} CRF_c &= \text{factor de recuperación de capital para el carbón} \\ 1.08 &= \text{factor de impuestos y fletes} \end{aligned}$$

$C_c, C_{cl} =$  costo inicial del carbón (L.A.B. proveedor) y costo de la mano de obra de reemplazo del carbón, respectivamente (\$)

El costo de la mano de obra del reemplazo cubre el costo de la mano de obra para remover el carbón agotado de los recipientes y reemplazarlo con carbón virgen o regenerado. El costo podría variar con la cantidad del carbón siendo reemplazado, los salarios y otros factores. Por ejemplo, para remover y reemplazar una carga de 50,000 libras de carbón, se requerirían como 16 personas-día, lo cual, a los salarios típicos, es equivalente a aproximadamente \$0.05/lb reemplazada.[13]

Una vida típica para el carbón es cinco años. Sin embargo, si la entrada contiene COVs que son muy difíciles de desorber, tienden a polimerizarse o a reaccionar con otros constituyentes, sería probable un tiempo de vida del carbón más corta—tal vez tan corta como dos años—. [1] Para una vida de cinco años y 7% de tasa de interés,  $CRF_c = 0.2439$ .

#### 1.4.1.5 Disposición de Residuos Sólidos

Con los adsorbedores de lecho fijo rara vez se incurre en costos de disposición, porque casi siempre el carbón es regenerado en su lugar, no se descarta. En ciertos casos, el carbón en las unidades de recipientes de carbón desechables también es regenerado. Para envases grandes, es practica comun de un suplidor de carbon de recoger el carbon usado y reemplazarlo por carbon fresco. El carbon usado es regresado a una facilidad central para su regeneracion. La EPA promueve la recuperacion de solvente y el reuso del cabon usado como tecnicas de prevencion de contaminacion y reduccion de desperdicio. En algunos casos, la naturaleza de los solventes, incluyendo su naturaleza extremamente peligrosa o la dificultad de separarlos del carbon, hace que su desecho sea la mejor opcion, el recipiente de carbón desechable entera—carbón, tambor, conexiones, etc.—es embarcada a un confinamiento seguro. El costo de la disposición en confinamiento podría variar considerablemente, dependiendo del número de recipientes de carbón desechables a disponer, de la localización del confinamiento, etc. En base a datos obtenidos de dos grandes confinamientos, por ejemplo, el costo de disposición variaría desde aproximadamente \$35 a \$65 dólares por lata excluyendo los costos de transporte.[14][15]

#### 1.4.1.6 Mano de Obra de Operación y Supervisión

La mano de obra de operación para los adsorbedores es relativamente baja, puesto que la mayoría de los sistemas están automatizados y requieren poca atención. Media hora de operación por turno es típico.[11] El costo anual de mano de obra sería entonces el producto de este requerimiento de mano de obra y el salario de la mano de obra de operación (\$/h), el cual, naturalmente variaría de acuerdo a la localización del establecimiento, del tipo de industria, etc. Agregue a esto 15% para cubrir la mano de obra de supervisión, como se sugiere en la Sección 1.

#### 1.4.1.7 Mano de Obra y Materiales de Mantenimiento

Utilice 0.5 horas/turno para la mano de obra de mantenimiento [11] y el salario de mantenimiento aplicable. Si los últimos datos no están disponibles, estime el salario de mantenimiento en 110% del de la mano de obra, tal como se sugiere en la Sección 1. Finalmente, para los materiales de mantenimiento, agregue una cantidad igual a la mano de obra de mantenimiento, también según la Sección 1.

#### 1.4.2 Costos Indirectos Anuales

Estos incluyen costos tales como los de recuperación de capital, prediales, impuestos, seguros, otros costos y los gastos administrativos (“G&A”). El costo de recuperación de capital está basado en el tiempo de vida del equipo y en las tasas anuales de interés empleadas. (Ver Sección 1 para una discusión completa de los costos de recuperación de capital y de las variables que lo determinan.) Para los adsorbedores, el tiempo de vida del sistema es típicamente diez años, excepto para el carbón, el cual, tal como se estableció antes, típicamente necesita ser reemplazado después de cinco años. Por lo tanto, cuando se estimen los costos de recuperación de capital del sistema, uno debe basarlo en el costo del capital instalado menos el costo de reemplazar el carbón (v.g., el costo del carbón más el costo de la mano de obra necesaria para reemplazarlo). Substituyendo de la Ecuación 1.36 los costos del carbón inicial y de la mano de obra para el reemplazo, obtenemos:

$$CRC_s = [TCI - (1.08C_c + C_{cl})] CRF_s \quad (1.37)$$

donde

$CRC_s$	=	<i>capital recovery cost</i> (costo de recuperación de capital) para el sistema adsorbedor (\$/año)
$TCI$	=	<i>total capital investment</i> (inversión de capital total) (\$)
1.08	=	factor de impuestos y fletes
$C_c, C_{cl}$	=	costo del carbón inicial (L.A.B. proveedor) y costo de reemplazo del carbón, respectivamente (\$)
$CRF_s$	=	<i>cost recovery factor</i> (factor de recuperación) de capital para el sistema adsorbedor (definido en la Sección 1. 2).

Para una vida de diez años y una tasa de interés anual de 7%, el  $CRF_s$  sería 0.1424.

Tal como se indica en la Sección 1, el factor sugerido para usarse para prediales, seguros y gastos administrativos es de 4% del  $TCI$ . Finalmente, los otros gastos son calculados como el 60% de la suma de la mano de obra de operación, supervisión y mantenimiento y de los materiales de mantenimiento.

El procedimiento anterior también es aplicable a unidades de lata, excepto que, en la mayoría de los casos, el carbón no es reemplazado—toda la unidad sí. Las latas son generalmente utilizadas en aplicaciones especializadas. Los costos de la tubería y los conductos pueden usualmente ser considerados como inversión de capital con una vida útil de diez años. Sin embargo, que la lata misma fuera tratada como capital o como un gasto de operación dependería de la aplicación particular y necesitaría ser evaluado en base a caso por caso.

### 1.4.3 Recuperación de Créditos

Estos son aplicables al COV, el cual es adsorbido, luego desorbido, condensado y separado del vapor condensado. Si el COV recuperado está suficientemente puro, puede ser vendido. Sin embargo, si la capa de COV contiene impurezas o es una mezcla de compuestos, requerirá de tratamiento adicional, tal como destilación. Los costos de purificación y separación están fuera del propósito de este capítulo. Es innecesario decirlo, los costos de estas operaciones contrarrestan los ingresos generados por la venta del COV. Finalmente, como una alternativa a su reventa, el COV puede ser quemado como combustible y valuado correspondientemente. En cualquier caso, la siguiente ecuación puede ser utilizada para calcular estos créditos:

$$RC = m_{voc} \theta_s P_{voc} E \quad (1.38)$$

donde

$RC$	=	<i>recovery credits</i> (recuperación de créditos) (\$/año)
$m_{voc}$	=	Carga de COV de entrada ( <i>lbs/h</i> )
$\theta_s$	=	horas de operación del sistema ( <i>h/año</i> )
$P_{voc}$	=	Valor de reventa del COV recuperado (\$/ <i>lb</i> )
$E$	=	Eficiencia de control de COV del adsorbedor

Por definición, la eficiencia ( $E$ ) es la diferencia entre la carga de masa de COV de entrada y de salida, dividida por la carga de entrada. Sin embargo, durante el ciclo de adsorción la carga de COV de salida se incrementará desde esencialmente cero al inicio del ciclo hasta la concentración de saturación al final del ciclo. Debido a que la eficiencia es una función del tiempo, debe calcularse vía integración a lo largo de la duración del ciclo de adsorción. Hacer esto requeriría el conocimiento de la variación temporal de la carga de salida durante el ciclo de adsorción. Si este conocimiento no está disponible al usuario del Manual, puede hacerse una aproximación conservadora de la eficiencia estableciendo la carga de salida igual a la concentración de saturación.

#### 1.4.4 Costo Total Anual

Finalmente, tal como se explica en la Sección 1.2, el *total annual cost - TAC* (costo total anual) es la suma de los costos directos e indirectos anuales, menos cualquier recuperación de créditos, o:

$$TAC = DC + IC - RC \quad (1.39)$$

#### 1.4.5 Problema de Ejemplo

Una fuente en una planta de impresiones emitiendo 100 lb/h de tolueno va a ser controlada por medio de un adsorbedor de carbón. La planta propone operar el adsorbedor en un modo continuo por 8,640 h/año (360 días). Mientras opera, dos lechos de carbón estarán adsorbiendo, mientras que un tercero estará desorbiendo/en pausa. Por su conveniencia, la planta ha seleccionado tiempos de adsorción y desorción de 12 y 5 horas respectivamente. El flujo total del gas residual es de 10,000 acfm a las condiciones de entrada al adsorbedor (una atmósfera y 77 °F). El gas residual contiene cantidades despreciables de materia particulada y humedad. Más aún, la regulación aplicable para COV requiere que el adsorbedor alcance una eficiencia media de remoción de 98% durante todo el ciclo de adsorción. Finalmente, suponga que el tolueno recuperado es reciclado en la fuente. Estime la inversión de capital total y el costo total anual para el sistema adsorbedor.

**Capacidad de Trabajo del Carbón:** Con el flujo y carga de contaminante establecidos, la concentración de tolueno de entrada es de 710 ppm. Esto corresponde a una presión parcial de 0.0104 psia. Substituyendo esta presión parcial y los parámetros de la isoterma del tolueno (de la Tabla 1.1) en la Ecuación 1.1, obtenemos una capacidad de equilibrio de 0.333 lb/lb. Aplicando la regla de dedo discutida antes (página 4-19), obtenemos una capacidad de trabajo de 0.167 lb/lb (v.g., 0.333/2).

**Requerimiento de Carbón:** Tal como se estableció antes, este adsorbedor tendría dos lechos en línea y un tercero fuera de línea. La Ecuación 1.12 puede contestar esta pregunta. La substitución del tiempo de adsorción y los números de lechos adsorbiendo y desorbiendo, produce:

$$\text{Tiempo de desorción} = \theta_D \leq \theta_A \left( \frac{N_D}{N_A} \right) = 12h \times 0.5 = 6h$$

Debido a que el tiempo de desorción establecido (5 horas) es menos de 6 horas, la configuración del lecho propuesta es viable. Enseguida, calcule el requerimiento de carbón ( $M_c$ ) de la Ecuación 1.14:

$$M_c = \frac{m_{voc}}{w_c} \theta_A \left( 1 + \frac{N_D}{N_A} \right) = \frac{100 \text{ lb/h} \times (12 \text{ h}) \times (1 + 0.5)}{0.167 \text{ lb/lb}} = 10,800 \text{ lbs}$$

De la Ecuación 1.16, el costo del carbón es:

$$C_c = 1.00 M_c = \$10,800$$

**Costo y Dimensiones del Recipiente del Adsorbedor:** Suponga que el recipiente será construido horizontalmente y seleccione una velocidad superficial en el lecho ( $v_b$ ) de 75 ft/min. Enseguida, calcule el diámetro del recipiente ( $D$ ), la longitud ( $L$ ), y el área superficial ( $S$ ) de las Ecuaciones 1.18, 1.19, y 1.24, respectivamente. [Nota: En estas ecuaciones,  $M_c = M_c(N_A + N_D) = 3,600 \text{ lb}$  y  $Q = Q/N_A = 5,000 \text{ acfm}$ .]

$$D = \frac{0.127 M_e v_b}{Q'} = \frac{0.127 (3,600) (75)}{5,000} = 6.86 \text{ ft}$$

$$L = \frac{7.87}{M'_c} \left( \frac{Q'}{v_b} \right)^2 = \frac{7.87}{3,600} \left( \frac{5,000}{75} \right)^2 = 9.72 \text{ ft}$$

$$S = \pi D \left( L + \frac{D}{2} \right) = 283 \text{ ft}$$

Debido a que  $S$  cae entre 97 y 2,110  $\text{ft}^2$ , la Ecuación 1.25 puede ser utilizada para calcular el costo por recipiente,  $C_v$  (suponiendo construcción en acero inoxidable 304). Así:

$$C_v = 271 S^{0.778} = \$21,900$$

**Costo del Equipo del Adsorbedor:** Recuerde que el costo del equipo del adsorbedor está constituido por los recipientes del adsorbedor, por el carbón y por el condensador, decantador, ventilador, bombas y otros equipos usualmente incluidos en el precio del adsorbedor. El costo de los últimos artículos están estimados como un factor del costo combinado de los recipientes y del carbón. Combinando las Ecuaciones 1.26 y 1.27, tenemos:

$$C_A = 5.82 Q^{-0.133} \left[ C_c + (N_A + N_D) C_v \right]$$

La sustitución de los valores anteriores produce:

$$C_A = \$149,300$$

**Costo del Equipo Auxiliar:** Suponga que los costos del siguiente equipo auxiliar han sido estimados de datos de otras partes del Manual:

Conductos	\$16,500
Compuertas	7,200
<u>Chimenea</u>	<u>8,500</u>
Total	\$32,000

**Inversión de Capital Total:** La inversión de capital total es factorizada de la suma de los costos de la unidad del adsorbedor y del equipo auxiliar, como se muestra en la Tabla 1.5. Note que no se ha mostrado ningún renglón de costo para la instrumentación, porque este costo típicamente está incluido en el precio del adsorbedor.

Por lo tanto:

$$\text{Costo de Equipo Comprado} = \text{“B”} = 1.08 \times \text{“A”} = 1.08 \times (\$149,300 + \$32,200) = \$196,000$$

Y:

$$\text{Inversión de Capital Total (redondeada)} = 1.61 \times \text{“B”} = \$316,000$$

**Costos Anuales:** La Tabla 1.5 proporciona los costos directos e indirectos anuales para el sistema adsorbedor de carbón, tal como se calcula de los factores de la Sección 1.4. Excepto para la electricidad, los cálculos en la tabla muestran como fueron derivados estos costos. La siguiente discusión tratará el costo de la electricidad.

**Tabla 1.5:** Factores de costo Capital Para Sistemas de Adsorbedores de Carbón  
Problema Ejemplo

<b>Cost Item</b>	<b>Factor</b>
<u>Costos Directos</u>	
Costos de equipo comprado	
Recipientes del adsorbedor y carbón	\$130,800
Equipo auxiliar	<u>32,200</u>
Suma = A	\$163,000
Instrumentacion, 0.1 A	
Impuestos sobre ventas, 0.03 A	4,890
Fletes, 0.05 A	<u>8,150</u>
Costo de equipo comprado, PEC	\$176,040
Costos directos de instalación	
Cimentación y soportes, 0.08 B	14,083
Manejo y levantamiento, 0.14 B	24,646
Eléctrico, 0.04 B	7,042
Tubería, 0.02 B	3,521
Aislante para los conductos, 0.01 B	1,760
Pintura, 0.02 B	<u>1,760</u>
Costos directos de instalación	\$52,812
Preparación del sitio	
Edificios	
<b>Costos Directos Totales (DC)</b>	<b><u>\$228,852</u></b>
<u>Costos Indirectos (instalación)</u>	
Ingeniería, 0.10 B	17,604
Construcción Y gastos de campo, 0.05 B	8,802
Honorarios de los contratistas, 0.10 B	17,604
Arranque, 0.02 B	3,521
Pruebas de funcionamiento, 0.01 B	1,760
Contingencias, 0.03 B	<u>5,281</u>
<b>Costos Indirectos Totales (IC)</b>	<b><u>\$54,572</u></b>
<b>TCI, Inversión de Capital Total (redondeada)</b>	<b><u>\$283,400</u></b>

Primero, recuerde que la electricidad incluye la energía para el ventilador del sistema, el ventilador para el secado/enfriamiento del lecho y la bomba del agua de enfriamiento. (El motor de la bomba es normalmente tan pequeño que su consumo de energía puede ser despreciado.) Estos consumos son calculados como sigue:

*Ventilador del sistema:* De la Ecuación 1.32:

$$kWh_{sf} = 0.746 kW/hp \times 250 \times 10^{-4} Q \Delta P_s \theta_s$$

Pero:

$$\Delta P_s \left( \text{pulgadas de agua} \right) = \Delta P_s + 1 = t_b \left( 0.03679 v_b + 1.107 \times 10^{-4} v_b^2 \right) + 1$$

(La última expresión fue derivada de la Ecuación 1.30, suponiendo que el carbón utilizado en el sistema de este ejemplo es “PCB” Calgon tamaño malla 4 x 10.)

Al suponer que la densidad del lecho de carbón es de  $30 \text{ lb/ft}^3$ , la Ecuación 1.31 puede ser utilizada para calcular el espesor del lecho ( $t_b$ ):

Así:

$$\text{Grueso del lecho} = t_b = \frac{0.0333 M'_c}{A_b} = \frac{0.0333 M'_c}{LD} = 1.80 \text{ ft}$$

$$\Delta P_s = 1 + 1.80 \left( 0.03679 \times 75 + 1.107 \times 10^{-4} \times 75^2 \right) = 7.09 \text{ Pulgadas}$$

y finalmente:

$$\begin{aligned} kWh_{sf} &= 0.746 \times 2.5 \times 10^{-4} \times 7.09 \text{ in.} \times 10,000 \text{ acfm} \times 8,640 \text{ h/año} \\ &= 114,200 \text{ kWh/año} \end{aligned}$$

**Ventilador para el secado/enfriamiento del lecho:** Durante el ciclo de secado/enfriamiento, la caída de presión a través del lecho es también igual a  $P_b$ . Sin embargo, como se indica en la Sección 1.4.1.3, el flujo y el tiempo de operación son diferentes. Para el flujo del aire, tome el punto medio del rango ( $100 \text{ ft}^3 \text{ aire/lb carbón}$ ) y divídalo por 2 horas (el tiempo de secado/enfriamiento del lecho), produciendo:  $100 \text{ ft}^3/\text{lb} \times 3,600 \text{ lbs} \times 1/120 \text{ min} = 3,000 \text{ acfm}$ . Substituyendo esto en la Ecuación 1.32 resulta en:

$$2.50 \times 10^{-4} \times 7.09 \text{ pulgadas} \times 3,000 \text{ acfm} = 5.32 \text{ hp}$$

De la Ecuación 1.33, tenemos:

$$\Theta_{cf} = 0.4 \times 5h \times 2 \times \frac{8,640h}{12h} = 12h$$

Así:

$$kWh_{cf} = 0.746 \text{ kW/hp} \times 5.32 \text{ hp} \times 2,880h = 11,400 \text{ kWh/año}$$

**Bomba del agua de enfriamiento:** La potencia de la bomba del agua de enfriamiento es calculada de la Ecuación 1.34. Aquí, sea  $\eta = 63\%$  y  $H = 100 \text{ ft}$ . El flujo del agua de enfriamiento ( $q_{cw}$ ) es el cociente del requerimiento anual de agua de enfriamiento y del tiempo de operación anual de la bomba. De los datos de la Tabla 1.6, obtenemos el requerimiento del agua de enfriamiento: 10,400,000 gal/año. El tiempo de operación anual de la bomba es obtenido de la Ecuación 1.33 (sustituyendo 0.4 por 0.6), o  $cwp = (0.6)(5 \text{ h})(2)(8,640)/12 = 4,320 \text{ h/año}$ .

Así:

$$hp_{cwp} = \frac{(2.52 \times 10^{-4}) (100 \text{ ft})}{0.63} \times \frac{10,400,000 \text{ gal/año}}{4,320 \text{ h/yr} \times 60 \text{ min/año}} = 1.60 \text{ hp}$$

Y:

$$kWh_{cwp} = 0.746 \text{ kW/h} \times 1.60 \text{ hp} \times 4,320 \text{ h/año} = 5,160 \text{ kWh/año}$$

Sumando los consumos individuales de energía, obtenemos el valor 131,000 kWh/año.

**Recuperación de Créditos:** Como se indica en la Tabla 1.6, se ha incluido un crédito por el tolueno recuperado. Sin embargo, para tomar en cuenta pérdidas misceláneas y contaminación, el tolueno es arbitrariamente valuado en la mitad del precio en el mercado en Noviembre de 1998, a  $\$0.0533/\text{lb}$ (=  $\$111/\text{ton}$ ).[16]

**Costo Total Anual:** La suma de los costos directos e indirectos anuales, menos la recuperación de crédito por el tolueno, produce un costo total anual neto de \$76,100. Claramente, esta es muy sensible a la recuperación de créditos y, a su vez, al valor dado al tolueno recuperado. Por ejemplo, si hubiera sido valuado al precio total del mercado (\$221/ton), el crédito hubiera sido el doble y el costo total anual hubiera sido de \$29,200. Así, cuando se incorpore la recuperación de créditos, es imperativo seleccionar cuidadosamente el valor del producto recuperado.

**Tabla 1.6:** Costos Anuales para Sistemas Adsorbedores de Carbón  
Problema de Ejemplo

Concepto de Costo	Calculos	Costo
<b>Costo Directo Anual, DC</b>		
Mano de Obra de Operación		
Operador	0.5h/turno x 3 turnos/día x 360 días/año x \$12/hr	\$6,480
Supervisor	15% of operator = 0.15 x 6,480	970
Materiales Operación		
Mantenimiento		
Mano de Obra	0.5h/turno x 3 turnos/día x 360 días/año x \$13.20/hr	7,130
Materiales	100% de la mano de obra de mantenimiento	7,130
Partes de Repuesto, Carbón (5-años de vida)		
Mano de Obra para Reposición	0.2439 (\$0.05/lb x 10,800 lb)	130
Costo del Carbón <sup>a</sup>	0.2439 (\$21,600 x 1.08)	5,690
Servicios		
Electricidad	\$0.06 kWh x 131,000 kWh/yr	7,860
Vapor	3.5 lb/lb VOC x \$6/103 x 100 lb VOC/hr x 8,640 hr/yr	18,140
Agua de Enfriamiento	3.43 gal/lb de vapor x [(3.5 x 100 x 8,640) lb de vapor x \$0.20/103 gal.] / año	2,070
<b>Total DC</b>		<b>\$55,600</b>
<b>Costo Indirecto Anual, IC</b>		
Otros Costos	60% de la suma de la mano de obra de operación, supervisión y mantenimiento y materiales de mantenimiento = 0.6 (6,480 + 970 + 7,130 + 7,130)	13,030
Gastos de Administración	2% de la Inversión de Capital Total = 0.02 (\$316,000)	6,320
Prediales	1% de la Inversión de Capital Total = 0.01 (\$316,000)	3,160
Seguros	1% de la Inversión de Capital Total = 0.01 (\$316,000)	3,160
Recuperación de capital <sup>b</sup>	0.1424 [316,000 - 0.05 (10,800) - 1.08 (21,600)]	41,600
<b>Total IC</b>		<b>\$67,270</b>
Recuperación de Créditos (tolueno)		<b>(46,820)</b>
<b>Costos Totales Anuales (redondeados)</b>		<b>\$76,100</b>

<sup>a</sup> El factor de 1.08 es para fletes e impuestos sobre ventas

<sup>b</sup> EL factor del costo de recuperación de capital, CRF, es una función de la vida del adsorbedor o del equipo y la oportunidad del costo de capital (v.g. la tasa de interés). Por ejemplo, para una vida del equipo de 10 años y 7 % de tasa de interés, CRF = 0.1424.

## Referencias

- [1] Correspondence: Robert L. Stallings and William Klotz (Research Triangle Institute, Research Triangle Park, NC) to William M. Vatajuk (U.S. EPA, OAQPS, Research Triangle Park, NC), June 24, 1986.
- [2] Calvert, Seymour and Englund, Harold M. (eds.), *Handbook of Air Pollution Control Technology*, John Wiley & Sons, New York, 1984, pp. 135-192.
- [3] *Handbook of Chemistry and Physics*, 54th Edition, The Chemical Rubber Company, Cleveland, 1973-74, pp. D85-D92.
- [4] “Calgon Ventsorb<sup>®</sup> for Industrial Air Purification” (Bulletin 23-56a), Calgon Corporation, Pittsburgh, 1986.
- [5] Correspondence: Mark H. Stenzel (Calgon Carbon Corporation, Pittsburgh, PA) to Janet Groeber (SAIC, Cincinnati, OH), August 24, 1999.
- [6] *Adsorption Handbook*, Calgon Corporation, Pittsburgh, 1980.
- [7] Rogers, Tony, “Comparison of BED SIZE and Calgon Adsorption Isotherms”, Research Triangle Institute (Research Triangle Park, NC), January 20, 1988.
- [8] Correspondence: Richard Selznick (Baron Blakeslee, Inc., Westfield, NJ) to William M. Vatajuk (U.S. EPA, OAQPS, Research Triangle Park, NC), April 23, 1986.
- [9] Correspondence: Denny Clodfelter (M&W Industries, Inc., Rural Hall, NC) to William M. Vatajuk (U.S. EPA, OAQPS, Research Triangle Park, NC), September 25, 1989.
- [10] Matley, Jay (ed.), *Modern Cost Engineering*, McGraw-Hill Publications Co., New York, 1984, p. 142.
- [11] Vatajuk, William M. and Neveril, Robert, “Estimating Costs of Air Pollution Control Systems, Part II: Factors for Estimating Capital and Operating Costs,” *Chemical Engineering*, November 3, 1980, pp. 157-162.
- [12] Telephone conversation: Robert Bradley (Calgon Corporation, Charlotte, NC) with William M. Vatajuk (U.S. EPA, OAQPS, Research Triangle Park, NC), December 5, 1989.

- [13] Telephone conversation: Robert L. Stallings (Research Triangle Institute, Research Triangle Park, NC) with William M. Vatavuk (U.S. EPA, OAQPS, Research Triangle Park, NC), September 11, 1986.
- [14] Correspondence: William Kitto (Chemwaste, Sulphur, LA) to William M. Vatavuk (U.S. EPA, OAQPS, Research Triangle Park, NC), July 25, 1986.
- [15] Correspondence: Jerry Locklear (GSX, Pinewood, SC) to William M. Vatavuk (U.S. EPA, OAQPS, Research Triangle Park, NC), July 25, 1986.
- [16] *Chemical Marketing Reporter*, December 2, 1989.

## TECHNICAL REPORT DATA

*(Please read Instructions on reverse before completing)*

1. REPORT NO. <b>452/B-02-002</b>	2.	3. RECIPIENT'S ACCESSION NO.
4. TITLE AND SUBTITLE  <b>Manual de Costos de Control de Contaminacion del Aire de la EPA</b>	5. REPORT DATE <b>July, 2002</b>	
	6. PERFORMING ORGANIZATION CODE	
7. AUTHOR(S) <b>Daniel Charles Mussatti</b>	8. PERFORMING ORGANIZATION REPORT NO.	
9. PERFORMING ORGANIZATION NAME AND ADDRESS <b>U.S. Environmental Protection Agency Office of Air Quality Planning and Standards Air Quality Standards and Strategies Division Innovative Strategies and Economics Group Research Triangle Park, NC 27711</b>	10. PROGRAM ELEMENT NO.	
	11. CONTRACT/GRANT NO.	
12. SPONSORING AGENCY NAME AND ADDRESS  <b>Director Office of Air Quality Planning and Standards Office of Air and Radiation U.S. Environmental Protection Agency Research Triangle Park, NC 27711</b>	13. TYPE OF REPORT AND PERIOD COVERED <b>Final</b>	
	14. SPONSORING AGENCY CODE <b>EPA/200/04</b>	
15. SUPPLEMENTARY NOTES <b>Updates and revises EPA 453/b-96-001, OAQPS Control Cost Manual, fifth edition (in English only)</b>		
16. ABSTRACT <b>In Spanish, this document provides a detailed methodology for the proper sizing and costing of numerous air pollution control devices for planning and permitting purposes. Includes costing for volatile organic compounds (VOCs); particulate matter (PM); oxides of nitrogen (NOx); SO<sub>2</sub>, SO<sub>3</sub>, and other acid gases; and hazardous air pollutants (HAPs).</b>		
17. KEY WORDS AND DOCUMENT ANALYSIS		
a. DESCRIPTORS	b. IDENTIFIERS/OPEN ENDED TERMS	c. COSATI Field/Group
<b>Economics Cost Engineering cost Sizing Estimation Design</b>	<b>Air Pollution control Incinerators Absorbers Adsorbers Filters Condensers Electrostatic Precipitators Scrubbers</b>	
18. DISTRIBUTION STATEMENT  <b>Release Unlimited</b>	19. SECURITY CLASS ( <i>Report</i> ) <b>Unclassified</b>	21. NO. OF PAGES <b>1,400</b>
	20. SECURITY CLASS ( <i>Page</i> ) <b>Unclassified</b>	22. PRICE